

## Pratique agricole

*Agricultural Practice*

*Práctica Agrícola*

## Conseils de l'IRHO – 301

*IRHO Advice*

*Consejos del IRHO*

# Procédures de mesures de résultats de centrifugation

## INTRODUCTION

L'utilisation des décanteurs centrifuges à axe horizontal en huilerie de palme se développe rapidement.

Il est d'ailleurs surprenant que ce phénomène ait mis si longtemps à se produire, tant leurs avantages sur les centrifugeuses précédentes sont pour ainsi dire palpables :

- continuité opérationnelle ;
- performances stables ;
- insensibilité aux variations ;
- pollution réduite.

Une des raisons réside peut-être dans la mauvaise perception de ces qualités là. En effet, il n'existe pas partout de méthodologie bien caractérisée pour leur contrôle opérationnel et, à défaut d'autre chose, les utilisateurs leur ont transposé les méthodes utilisées sur les machines à bol et à assiette.

Jusque là tout est très bien. Le problème commence lorsque l'on compare les pourcentages qui tiennent lieu de résultats. Leur interprétation est en effet très trompeuse puisque tant les débits que les produits de centrifugation des uns et des autres sont différents.

Il nous a donc paru utile de mettre au point une procédure de contrôle qui soit spécifique à ces nouvelles machines. Nous vous la livrons ici. Elle vous permettra de découvrir des réalités parfois surprenantes qui seraient restées insoupçonnées derrière les résultats qui vous paraissent anodins.

## I. — RAPPEL SUCCINCT DU PRINCIPE DE FONCTIONNEMENT DES DÉCANTEURS CENTRIFUGES

### 1.a. — La partie active de la machine est constituée :

- d'un bol cylindro-conique à axe horizontal dont la rotation à grande vitesse soumet les jus à centrifugation. Ces derniers sont introduits à l'intérieur du bol à l'aide d'un tuyau axial ;
- d'une vis convoyeuse placée à l'intérieur du bol, dotée d'une vitesse de rotation peu différente de celle du bol, ce qui engendre un mouvement relatif lent de la vis par rapport au bol qui est analogue à celui d'une vis d'Archimède ;
- une sortie côté petit diamètre du cône par où s'évacuent les solides ;
- une chicane placée côté opposé au cône qui permet d'obtenir deux phases liquides différentes.

### 1.b. — La machine est complétée :

- par un carter extérieur de protection contre le danger des parties tournantes ;
- par le moteur électrique et les commandes d'entraînement.

### 1.c. — Principe de fonctionnement :

— L'introduction des jus huileux provoque l'apparition de trois couches successives, étagées par ordre de densité, contre la paroi du bol tournant :

- à l'extérieur, car la plus lourde, une couche constituée de solides humides, dont la consistance la rend pelleteable ;
- au centre, une première couche liquide, de densité voisine de 1, constituée principalement d'eau et d'éléments en dissolution dans l'eau ;
- à l'intérieur, car la plus légère, une couche qui renferme l'essentiel de la fraction huileuse.

— La vis convoyeuse va reprendre la couche solide qui se dépose continuellement contre la paroi du bol et la déplacer petit à petit vers l'extrémité du cône jusqu'à la sortie qui lui est destinée. Elle s'en échappe par centrifugation.

— La chicane située à l'autre extrémité est destinée à extraire séparément, et en continu, chacune des deux phases liquides distinctes qui s'étagent dans le bol. Cette chicane comporte plusieurs réglages. Le premier est destiné à régler la hauteur de la couche totale de liquide dans le bol, ce qui a comme effet secondaire de contribuer au degré de séchage de la phase solide. Le second permet en général de contrôler les débits respectifs de chacune des deux phases liquides.

— Chacune des trois phases contient de l'huile. Les pertes en huile sont constituées par celle qui reste dans les phases qui sont ensuite jetées, c'est-à-dire la phase solide et la phase liquide lourde.

## II. — MÉTHODOLOGIE

### 2.a. — Symbolisation.

2.a.1. — Nous désignons par :

P0 les jus qui entrent dans la machine.

P1, P2 et P3 les trois phases qui en sortent, soit :

P1 la phase liquide légère ;

P2 la phase liquide lourde ;

P3 la phase dite « solide » (extraite par la vis convoyeuse).

2.a.2. — Chacune de ces phases a trois composantes principales que nous appellerons :

H huile ;

E eau ;

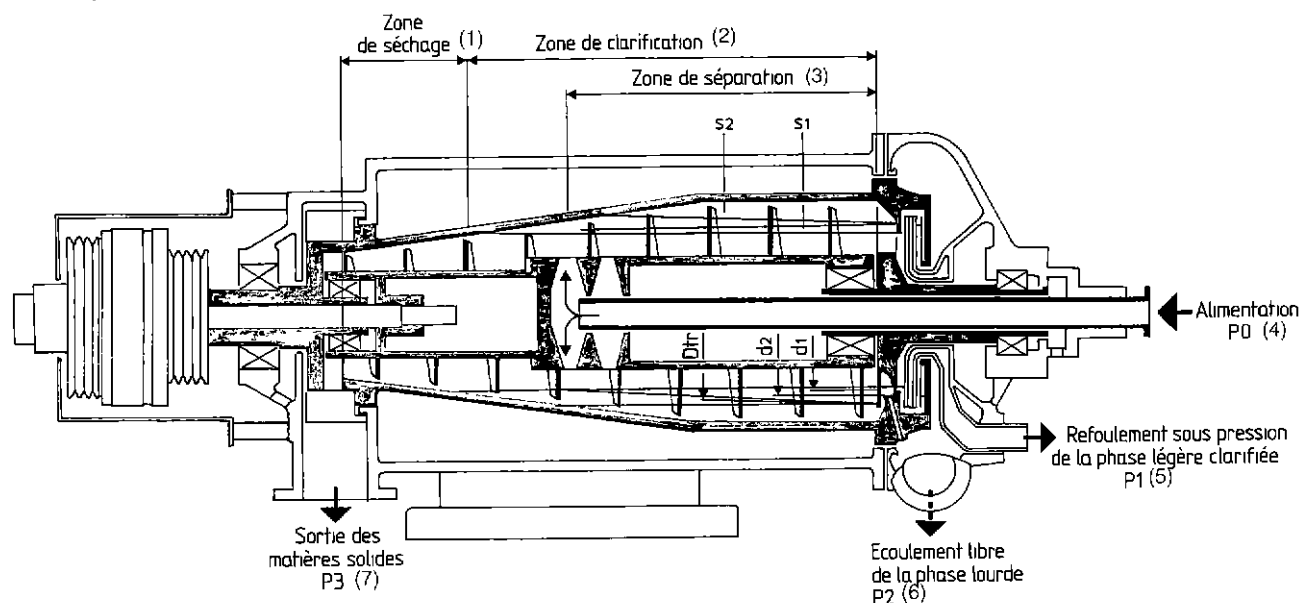


FIG 1 — Coupe du décanteur trois phases - (Cross section of a three-phase decanter - Corte del decantor de tres fases).

Cliché Westfalia Separator

- (1) (Drying zone - area de secado).
- (2) (Clarification zone - area de clarificación)
- (3) (Separation zone - area de separación)
- (4) (Feed P0 - alimentación PO).
- (5) (Clarified light phase discharge under pressure P1 - impulsión a presión de la fase ligera clarificada P1).
- (6) (Free outflow of heavy phase P2 - flujo libre de la fase pesada P2).
- (7) (Solid matter outlet P3 - salida de materias sólidas P3)

S les matières solides non huileuses et qui seront mesurées en laboratoire.

#### 2.a.3. — Autres unités.

Les densités symbole d.  
 Les températures en degré C.  
 Les débits en litre par heure, en kilo par heure.  
 Les poids en kilo.  
 Les volumes en litre ou m<sup>3</sup>.

#### 2.b. — Méthodologie.

Le principe de la méthode est le suivant :

- on mesure le débit de chacune des phases P1, P2, P3 ;
- on mesure les composantes principales H, E, S, de chacune de ses phases en laboratoire ;
- on calcule le poids de l'huile contenue dans chacune de ces phases, dans leurs débits respectifs  $H1 \times P1$ ,  $H2 \times P2$ ,  $H3 \times P3$  ;
- on ramène la perte à sa valeur réelle qui est :  $H1 \times P1 + H2 \times P2$  par unité de temps.
- on la calcule en pourcentage sous forme du rendement de l'opération :

$$D = \frac{H3P3}{H1P1 + H2P2 + H3P3}$$

### III. — DONNÉES PRINCIPALES RECUEILLIES PAR LE LABORATOIRE

#### 3.a. — Conditions générales.

Toutes les mesures, tous les échantillonnages seront effectués en régime stable et continu de fonctionnement.

#### 3.b. — Mesure du débit des phases.

Il faudra mesurer le débit en kilos par heure de chacune des phases de sortie de la machine P1, P2 et P3.

Les trois débits devront être mesurés simultanément (autant que possible). Ceci dit, il est sans doute plus pratique d'avoir des temps de mesure t1, t2, t3 spécifiques à chaque phase, plutôt que d'essayer de tout mesurer pendant le même espace de temps t.

La durée de la mesure sera comprise entre 120 et 150 minutes.

Il nous est difficile de préconiser la manière de s'y prendre pour mesurer les débits car elle doit être adaptée à l'installation dont on dispose. Toutefois, la précision dans le débit devra être supérieure à 98 % pour être assuré d'avoir un résultat significatif.

A titre d'indication, la phase solide est en général pesée au moyen de brouettes. Il est donc nécessaire de disposer d'une bascule tarée d'une précision de  $\pm 100$  g. Les phases liquides devront aussi être de préférence pesées, ce qui peut en général demander leur transfert par pompage, mais ce qui en revanche supprime les erreurs de mesure des récipients et des densités.

#### 3.c. — Analyse des phases.

Chacune des phases sera échantillonnée, puis analysées en laboratoire pour déterminer en poids et en pourcentage son contenu en H, E et SNH.

L'échantillonnage sera effectué par prélèvements d'environ 50 à 100 g chaque 15 minutes. Des robinets pour prises d'échantillon seront placés pour cela sur les tuyauteries de sortie des phases liquides. Les échantillons seront mélangés dans des flacons maintenus bouchés pendant la durée de l'essai.

Phases	Durée de l'essai			Quantités recueillies			Analyses			
	Heure début	Heure fin	Durée (a)	Quantités	Total (b)	Débit (c)	H %	E %	S %	Total (d)
P1	9 h 32	11 h 28	116'		4 781	2 473	96,59	3,15	0,26	100
P2	9 h 25	11 h 37	132'		4 842	2 201	0,62	92,84	6,54	100
P3	9 h 15	11 h 17	122'		1 346	662	3,94	76,53	19,53	100

(b) en kg ;

(c) en kg/heure

Les procédures d'analyses seront les mêmes que celles généralement utilisées pour les opérations courantes en huilerie.

#### IV. — RÉSULTATS

Nous allons utiliser des valeurs réelles pour chacun des paramètres afin de mieux illustrer notre propos. Voici donc quel pourrait être le tableau fourni par le laboratoire :

Les valeurs données dans le tableau sont réelles et correspondent à des jus bruts faiblement dilués provenant d'une presserie d'environ 10 tonnes/heure.

Il est ensuite aisé d'en tirer la composition de chaque phase en poids et non plus en pourcentage, ce qui donne :

	P1	P2	P3	P1 + P2 + P3
Débit kg/h	2 473,0	2 201,0	662,0	5 336,0
H	2 388,7	13,6	26,1	2 627,9
E	77,9	2 043,4	506,6	2 428,4
S	6,4	144,0	129,3	279,7
Total	2 473,0	2 201,0	662,0	5 336,0

D'où le résultat principal :

la perte en huile totale est donc de  $13,6 + 26,1 = 39,7$  kilos/heure, soit 1,51 % de l'huile totale.

#### V. — AUTRES RÉSULTATS

Le contrôle opérationnel de l'huilerie fournit de son côté un certain nombre de renseignements qui, combinés avec ceux fournis par le décanteur, apportent des éléments précis et nouveaux dans l'appréciation de la récolte. Les voici :

##### 5.a. — les jus bruts.

Nous avons vu que le débit horaire de jus bruts était déterminé par  $P1 + P2 + P3$ , soit dans l'exemple cité : 5 336 kg/heure.

Dans cet exemple, la dilution sur presse, mesurée, était de 450 kg d'eau par heure, et l'on peut estimer à 150 kg/heure la vapeur condensée dans les opérations de réchauffage des fruits et des jus. Soit un total de dilution de 600 kg.

Nous avons donc un débit de jus non dilués de 4 736 kg/heure.

##### 5.b. — L'huile dans les jus bruts.

Un deuxième paramètre peut être aisément extrait : la teneur en huile sur jus brut.

A notre avis, il devrait pouvoir se substituer avantageusement tant sur le plan de la facilité que sur celui de la précision, aux critères habituels de qualité de récolte.

Nous avons en effet ici une teneur en huile sur jus bruts de

$$2 627,9 : 4 736 = 55,49 \%$$

##### 5.c. — Résultats rapportés à la tonne de régimes.

Les autres renseignements fournis par le contrôle opérationnel de l'usine permettent de rapporter les deux résultats précédents à la tonne de régimes.

Ici, dans le cas que nous citons, la presse avait un débit moyen calculé de 10 850 kilos de régimes à l'heure.

On peut donc en conclure que :

- la perte de taux d'extraction due à la centrifugation a été de :

$$\frac{39,7 \times 100}{10 850} = 0,366$$

- qu'une tonne de régimes fournit 436,5 kilos de jus bruts non dilués.

# Procedures for measuring centrifugation results

## INTRODUCTION

The use of horizontal axis centrifugal decanters in oil palm mills is developing rapidly.

Moreover, it is surprising that it took so long for this phenomenon to occur, insofar as the advantages they offer over the centrifuges previously used are, so to speak, tangible :

- operational continuity ;
- stable performance ;
- insensitivity to variations ;
- reduced pollution

One of the reasons lies, perhaps, in the poor perception of these qualities. In effect, a well-characterized methodology does not always exist for their operational verification and, for want of anything better, users have transposed the methods used on bowl and disk machines.

So far so good. The problem begins when comparing the percentages taken as results. Indeed, their interpretation is highly deceptive, since both the throughput and the centrifugation products vary so much from one to the next.

We therefore felt it useful to develop a check procedure specific to these new machines. It will enable you to discover the sometimes surprising realities which would have remained unsuspected behind the results which appear harmless enough to you.

## I. — BRIEF REMINDER OF THE CENTRIFUGAL DECANter OPERATION PRINCIPLE

### I.a. — The active part of the machine comprises :

- a horizontal axis, tapering cylindrical bowl, whose high speed rotation subjects the crude oil to centrifugal force. The crude oil enters the bowl via an axial pipe ;
- a screw conveyor located inside the bowl, whose rotation speed differs little from that of the bowl, thereby leading to slow relative movement of the worm compared to the bowl, and is similar to that of an Archimedes' screw ;
- an outlet at the conical end through which solids are evacuated ;
- a baffle located opposite the conical end, enabling two different liquid phases to be obtained.

### I.b. — The machine is completed by :

- an outer casing providing protection from moving parts ,
- an electric motor and drive controls.

### I.c. — Operating principle.

— Introduction of the crude oil leads to the appearance of three successive layers, determined by order of density, against the wall of the rotating bowl

- on the outside, since it is heavier, a layer of humid solids, whose consistency makes it pelletable ,
- in the middle, the first liquid layer with a density of about 1, mainly consisting of water and water soluble elements ;
- on the inside, since it is lighter, a layer containing the essential part of the oily fraction.

The conveyor worm takes up the solid layer which is continually deposited on the bowl wall and gradually moves it towards the conical end to the appropriate outlet, through it is expelled by centrifugal force.

The baffle located at the other end is intended for the separate and continuous extraction of each of the distinct liquid phases established in the bowl. This baffle has several settings. Firstly for the height of the total liquid layer in the bowl, which has a secondary effect of contributing to the degree of solid phase drying, and secondly for generally controlling the respective flow of each of the two liquid phases.

Each of the three phases contains oil. Oil losses result from the oil remaining in the phases which are subsequently discarded, i.e. the solid phase and the heavy liquid phase.

## II. — METHODOLOGY

### 2.a. — Symbols.

2.a.1. — We designate as :

- P0 : the crude oil entering the machine ;
- P1, P2, P3 : the resulting three phases, i.e. :

- P1 : the light liquid phase,
- P2 : the heavy liquid phase,
- P3 : the so-called « solid » phase (extracted by the conveyor worm).

2.a.2. — Each of these phases has three main components, which we shall call :

- O : Oil
- W : Water.
- S : Non-oily solid matter, which will be measured in the laboratory.

2.a.3. — Other units.

- Density symbol  $d$ .
- Temperature in degrees C
- Throughput in litres per hour, in kg per hour.
- Weight in kg.
- Volume in litres or  $m^3$ .

### 2.b. — Methodology.

The principle is as follows

- the outflow of each of the phases P1, P2 and P3 is measured ;
- the main components O, W and S are measured in the laboratory for each of the phases ,
- the weight of the oil contained in each of these phases is calculated in each of the respective flows :  $O1 \times P1$ ,  $O2 \times P2$  and  $O3 \times P3$  ;
- loss is expressed in real terms, i.e.

$$O1 \times P1 + O2 \times P2 \text{ per unit of time}$$

- it is calculated in percentage terms as operational output

$$D = \frac{O3P3}{O1P1 + O2P2 + O3P3}$$

## III. — MAIN DATA GATHERED BY THE LABORATORY

### 3.a. — General conditions.

All measuring and sampling should be carried out at a stable and continuous operating speed.

### 3.b. — Measurement of phase outflow.

Each of the phases flowing out of the machine — P1, P2, P3 — should be measured in kg/hr.

The three flow rates should be measured at the same time (as far as possible). This said, it is no doubt more practical to have measuring times — t1, t2 and t3 — specific to each phase, rather than trying to measure everything within the same time period t.

Measuring should continue for 120 to 150 minutes.

It is difficult to recommend a flow measurement technique, since this will have to be adapted to the installation in question. Nonetheless, flow measurement accuracy should be over 98 % to ensure that a significant result is obtained.

Merely as an example, the solid phase is normally weighed in barrows, so a tared weighing scale to an accuracy of  $\pm 100$  g will be required. It is also preferable to weigh the liquid phases, which usually involves pumping them, though this does eliminate errors due to container and density measurements.

### 3.c. — Phase analyses.

Each phase should be sampled, then analyzed in the laboratory to determine its oil, water and non-oily solid content in terms of weight and percentage.

50 to 100 g samples should be taken every 15 minutes. Stopcocks should be fitted for this purpose on the liquid phase outlet pipes. The samples should be mixed and kept in stoppered bottles throughout the duration of the trial.

The analysis procedures are the same as those normally followed for routine oil mill operations

## IV. — RESULTS

We are going to use the real values for each of the parameters, so as to better illustrate our reasoning. The following table could be that supplied by the laboratory :

Phases	Trial duration			Quantities collected			Analyses			
	Start time	Finishing time	Duration (a)	Quantities	Total (b)	Flow (c)	O %	W %	S %	Total (d)
P1	9 : 32	11 : 28	116'		4,781	2,473	96.59	3.15	0.26	100
P2	9 : 25	11 : 37	132'		4,842	2,201	0.62	92.84	6.54	100
P3	9 : 15	11 : 17	122'		1,346	662	3.94	76.53	19.53	100

(b) in kg ;  
(c) in kg/hr

The values in the table are true values and correspond to slightly diluted crude oil from a press with a capacity of around 10 tonnes/hour.

it is then easy to deduce the composition of each phase in terms of weight rather than percentage, which gives :

	P1	P2	P3	P1 + P2 + P3
Outflow kg/hr	2,473.0	2,201.0	662.0	5,336.0
O	2,388.7	13.6	26.1	2,627.9
W	77.9	2,043.4	506.6	2,428.4
S	6.4	144.0	129.3	279.7
Total	2,473.0	2,201.0	662.0	5,336.0

leading to the main result :  
oil loss is therefore  $13.6 + 26.1 = 39.7$  kg/hr ;  
i.e. 1.51 % of total oil.

## V. — OTHER RESULTS

The operational verification of an oil mill provides, in itself, a certain amount of information which, combined with that from the decanter, supplies precise and new elements for harvest assessment.

## 5.a. — crude oil.

As we have seen, the hourly flow of crude oil was determined by  $P1 + P2 + P3$ , i.e. in the example given : 5,336 kg/hr.

In this example, the press dilution, which was measured, was 450 kg

of water per hour and condensed steam in the fruit and crude oil heating operations can be estimated at 150 kg/hour. Hence, total dilution is 600 kg.

The crude oil flow is therefore 4,736 kg/hour

## 5.b. — Oil in the crude mixture.

A second parameter can easily be deduced : the oil content in the crude mixture.

In our opinion, this ought to be a beneficial substitute for the usual harvest quality criteria, both in terms of simplicity and accuracy.

Here, in fact, the oil content in the crude mixture is :  
 $2,627.9 / 4,736 = 55.49$  %

## 5.c. — Results expressed in terms of bunches.

The other information provided by operational verification of the mill enables the previous two sets of results to be compared to a tonne of bunches.

Here, in the case mentioned, the mean throughput of the press was calculated at 10,850 kg of bunches per hour.

It can therefore be concluded that :

— the extraction rate loss due to centrifuging was

$$\frac{39.7 \times 100}{10,850} = 0.366$$

— a tonne of bunches supplies 436.5 kg of undiluted crude oil.

## Procedimientos para medir los resultados de centrifugación

## INTRODUCTION

El uso de decantadores centrifugos de eje horizontal en las plantas de tratamiento de palma se está ampliando rápidamente.

Además, es de sorprender que este fenómeno haya tardado tanto en producirse, al ser tan patentas sus ventajas con relación a las centrifugas usadas antes :

- continuidad de operación,
- resultados estables,
- poca sensibilidad a las variaciones,
- contaminación reducida.

Este retraso se debe quizás a que estas cualidades no se percibieron correctamente. De hecho, no hay en todos los lugares una metodología bien caracterizada para el control de operaciones, y a

falta de otra cosa los usuarios trasladaron a los decantadores centrifugos los métodos empleados en las máquinas de tambor y platillo.

Hasta aquí no hay problema. Este empieza cuando se comparan los porcentajes que hacen las veces de resultados. Es que su interpretación es muy engañosa, porque tan distintos son las cantidades de líquido tratado como los productos de centrifugación de unos y otros.

Nos pareció, pues, de utilidad desarrollar un procedimiento de control específico de estas máquinas, y lo exponemos a continuación ; así podrá el usuario descubrir realidades a veces sorprendentes que hubieran permanecido insospechadas tras los resultados que parecen anodinos



## I. — BREVE RECUERDO DEL PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO DE « DECANTADORES CENTRÍFUGOS »

### 1.a. — La parte activa de la máquina está integrada por los siguientes elementos :

- un tambor cilindro-cónico de eje horizontal, que gira a gran velocidad, sometiendo los jugos a una centrifugación. Estos se introducen dentro del tambor mediante el tubo axial,
- un tornillo sin fin dispuesto dentro del tambor, cuya velocidad de rotación sea un poco distinta de la del tambor, produciendo así un movimiento relativo lento del tornillo en relación al tambor análogo al de un tornillo sin fin,
- una salida del lado del pequeño diámetro del cono, por donde saldrán los sólidos,
- un separador dispuesto del lado opuesto al cono, que permite obtener dos fases líquidas distintas.

### 1.b. — La máquina se completa con :

- un cárter externo de protección contra el riesgo que representen las partes giratorias ;
- el motor eléctrico y los mandos de transmisión

### 1.c. — Principio de funcionamiento.

— La introducción de los jugos aceitosos resulta en la aparición de tres capas sucesivas, escalonadas por orden de densidad, contra la pared del tambor giratorio.

- una capa exterior, por ser la más pesada, formada por sólidos húmedos, que puede ser paleada debido a su consistencia ;

- en el centro, una primera capa líquida, de densidad próxima a 1, formada principalmente por agua y elementos en disolución en el agua,

- una capa interior, por ser la más ligera, que contiene la mayor parte de la fracción aceitosa.

— El tornillo sin fin viene a recuperar la capa sólida que se deposita continuamente contra la pared del tambor, desplazándola poco a poco hacia el extremo del cono hasta la salida que se le destina, y escapándose de ésta por centrifugación.

— El separador que está en la otra extremidad sirve para extraer de modo separado y en funcionamiento continuo cada una de las dos fases líquidas distintas que se escalonan en el tambor. Este separador necesita varios ajustes, el primero tiene por objeto regular la altura de la capa total del líquido en el tambor. lo cual produce un efecto secundario, al contribuir en el grado de secado de la fase sólida, y el segundo permite por lo general controlar los caudales respectivos de cada una de las dos fases líquidas.

— Cada una de las tres fases contiene aceite. Las pérdidas de aceite consisten en el aceite que queda en las fases que luego se tiran, o sea la fase sólida y la fase líquida pesada.

## II. — METODOLOGIA

### 2.a. — Símbolos.

#### 2.a.1. Llambos.

P0 a los jugos que entran en la máquina.

P1, P2, P3 a las tres fases que salen de ella, o sea.

P1 la fase líquida ligera

P2 la fase líquida pesada.

P3 la fase llamada « sólida » (extraída por el tornillo sin fin)

#### 2.a.2. — Cada una de estas fases tiene tres componentes principales que vamos a llamar :

A, por el aceite.

Ag, por el agua.

S, por las materias sólidas no aceitosas y que se medirán en el laboratorio.

#### 2.a.3. — Otras unidades.

Las densidades símbolo d.

Las temperaturas en grado C.

Las cantidades de líquido tratado en litro por hora y kilo por hora.

Los pesos en kilo.

Los volúmenes en litro o m<sup>3</sup>.

### 2.b. — Metodología.

El método se basa en el siguiente principio :

— se mide la cantidad de líquido tratado de cada una de las fases P1, P2, P3 ;

— se miden los componentes principales A, Ag, S de cada una de sus fases en laboratorio ;

— se calcula el peso del aceite contenido en cada una de estas fases, en sus caudales respectivos  $A1 \times P1$ ,  $A2 \times P2$ ,  $A3 \times P3$ .

— se reduce la pérdida a su valor real, que es :

$A1 \times P1 + A2 \times P2$  por unidad de tiempo

— se calcula la pérdida en porcentaje bajo la forma del rendimiento de la operación :

$$D = \frac{A3P3}{A1P1 + A2P2 + A3P3}$$

## III. — DATOS PRINCIPALES REUNIDOS POR EL LABORATORIO

### 3.a. — Condiciones generales.

Todas las mediciones y todos los muestreos se harán en condiciones de funcionamiento estable y continuo.

### 3.b. — Medición de la cantidad de líquido tratado de las fases.

Los líquidos tratados para cada fase de salida de la máquina P1, P2 y P3 deberán medirse en kg por hora.

Los tres caudales deberán medirse al mismo tiempo (en lo posible). Ahora bien, probablemente será más práctico conocer los tiempos de medición t1, t2 y t3 específicos de cada fase, en vez de tratar de medirlo todo durante el mismo espacio de tiempo t.

La medición durará de 120 a 150 minutos.

Nos resulta difícil recomendar una manera de actuar para medir las cantidades de líquido tratado, porque ésta depende de la instalación que se usa. Sin embargo la precisión por la cantidad de líquido tratado debe ser mayor de un 98 % para que el resultado sea significativo.

Conviene indicar que la fase sólida se pesa por lo general con carretillas. O sea que se necesita disponer de una báscula destarada con  $\pm 100$  g de precisión. Las fases líquidas también deberán pesarse preferentemente, lo que puede necesitar que sean trasladadas por bombeo, pero en cambio elimina los errores de medición de los recipientes y de las densidades.

### 3.c. — Análisis de las fases.

Cada fase será muestreada y luego analizada en el laboratorio, para establecer su contenido de A, Ag y S — Sólidos No Aceitosos — SNA, en peso y porcentaje.

El muestreo se hará tomando muestras de unos 50 a 100 g cada 15 minutos. Para eso basta con poner grifos para tomas de muestras en las tuberías de salida de las fases líquidas. Las muestras se mezclarán en frascos mantenidos tapados durante todo el ensayo.

Los procedimientos de análisis serán idénticos a los que suelen utilizarse en las operaciones corrientes en las plantas procesadoras.

## IV. — RESULTADOS

Con el fin de ilustrar mejor nuestro tema, vamos a utilizar valores reales para cada parámetro. Así que el cuadro proporcionado por el laboratorio podría ser el siguiente :

Los valores que se dan en el cuadro son reales y corresponden a jugos crudos poco diluidos, procedentes de una prensa de unas 10 t/h de capacidad.

Luego es fácil sacar la composición de cada etapa en peso y no en porcentaje ya, por lo que los resultados vienen a ser los siguientes :

De ahí el resultado principal : la pérdida de aceite total es por lo tanto de  $13,6 + 26,1 = 39,7$  kg/h, o sea un 1.51 % del aceite total

## V. — OTROS RESULTADOS

Por su parte el control de operaciones de la planta procesadora proporciona un cierto número de informaciones que, después de combinarse con los que el decantador facilitó, traen elementos precisos y nuevos en la evaluación de la cosecha, o sea :

### 5.a. — Jugos crudos.

Ya hemos visto que la cantidad de líquido tratado por hora lo determinaba  $P1 + P2 - P3$ , o sea en el ejemplo citado : 5 336 kg/hora.

Duración del ensayo				Cantidades recogidas			Análisis			
Fases	Hora inicio	Hora final	Duración (a)	Cantidades	Total (b)	Cantidad líquidos tratados (a)	A %	Ag %	S %	Total (d)
P1	9 h 32	11 h 28	116'		4 781	2 473	96,59	3,15	0,26	100
P2	9 h 25	11 h 37	132'		4 842	2 201	0,62	92,84	6,54	100
P3	9 h 15	11 h 17	122'		1 346	662	3,94	76,53	19,53	100

(b) En kg  
(c) En kg/h

Cantidad líquido tratado kg/h	P1	P2	P3	P1 + P2 + P3
	2 473,0	2 201,0	662,0	5 336,0
H	2 388,7	13,6	26,1	2 627,9
E	77,9	2 043,4	506,6	2 428,4
S	6,4	144,0	129,3	279,7
Total	2 473,0	2 201,0	662,0	5 336,0

En este ejemplo la dilución medida sobre prensa era de 450 kg de agua por hora, y el vapor condensado en las operaciones de calentamiento de los frutos y de los jugos puede estimarse en 150 kg/hora, o sea un total de dilución de 600 kg.

O sea que los jugos tratados no diluidos suman un total de 4 736 kg/hora.

##### 5.b. — Aceite en los jugos crudos.

El segundo parámetro, o sea el contenido de aceite en jugo crudo, puede sacarse fácilmente.

Nos parece que éste podría sustituir los criterios acostumbrados de calidad de la cosecha, y que sería más interesante, tanto por la facilidad como por la precisión.

De hecho, tenemos el siguiente contenido de aceite en jugos crudos :

$$2\,627,9 : 4\,736 = 55,49 \%$$

##### 5.c. — Resultados reducidos a tonelada de racimos.

Las otras informaciones proporcionadas por el control de operaciones en la fábrica permiten relacionar los dos resultados anteriores con la tonelada de racimos.

Aquí, en el caso que mencionamos, la prensa tenía un caudal promedio calculado de 10 850 kg de racimos/hora.

O sea que se puede sacar las siguientes conclusiones .

● la pérdida de porcentaje de extracción por la centrifugación fué la siguiente .

$$\frac{39,7 \times 100}{10\,850} = 0,366$$

● una tonelada de racimos proporciona 436,5 kg de jugos brutos no diluidos.